

Publication number: US4076796 (A)

Publication date: 1978-02-28

Inventor(s): REHLOTH

Applicant(s): METALLGESELLSCHAFT AG +

**Classification:**

- international;

B01J35/00; B01J35/24; B01J35/26; B01J35/36; C01F1/30; C01F7/44; C01G49/00; C01G49/02; C04B2/02; C04B2/10; C22B1/10; B01J6/00; B01J8/24; C01F7/00; C01G49/00; C01G49/02; C04B2/00; C22B1/00; (IPC:1-7): B01J8/26

- European: B01J6/00C4; B01J6/26; B01J8/38D4; C01F7/44C2

Application number: US19760690525 19760527

Priority number(s): DE19752524/540 19750603

**Also published as:**

NI 7604519 (A)

NI 180387 (C)

7A7B020E0 (A)

2A7002959 (A)  
2A7002960 (A)

YU108676 (A1)  
GU118844 (A2)

SU1109041 (A3)

[more >>](#)

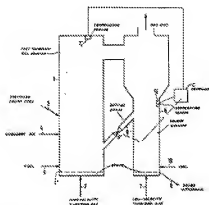
**Cited documents:**

US2144302 (A)

US3144303 (A)  
US25729616 (A)US3579616 (A)  
US3649398 (A)US3648380 (A)  
US3888885 (A)

## Abstract of US 4076796 (A)

Endothermic processes are carried out in a fluidized-bed reactor which is connected to a holding reactor, solids being recirculated between the two reactors. The primary fluidized-bed reactor uses a fast-fluidized bed system in which the solids concentration decreases continuously from the bottom to the top of the reactor. After the necessary residence time in the holding reactor, solids are discharged. Solids are entrained with the gas stream from the primary reactor and are separated therefrom to be delivered to the holding reactor. The reaction is controlled by regulating the rate of recirculation of solids from the holding reactor to the fast fluidized bed reactor.



Data supplied from the **espacenet** database — Worldwide



СОЮЗ СОВЕТСКИХ  
СОЦИАЛИСТИЧЕСКИХ  
РЕСПУБЛИК

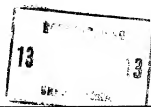
19 SU (11) 1109041 A

3 (SD) B 01 J 8/24

ГОСУДАРСТВЕННЫЙ КОМИТЕТ СССР  
ПО ДЕЛАМ ИЗОБРЕТЕНИЙ И ОТКРЫТИЙ

# ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ

К ПАТЕНТУ



- (21) 2364358/23-26
- (22) 03.06.76
- (31) Р 25245403
- (32) 03.06.75
- (33) ФРГ
- (46) 30.08.84. Бюл. № 30
- (72) Лотар Ре, Ханс-Вернер Швидт  
и Лудольф Пласс (ФРГ)
- (71) Металлгезельшафт АГ (ФРГ)
- (53) 66.096.5 (088.8)
- (56) 1. Патент СССР № 668578,  
кл. В 01 J 8/24, 1968.

(54) (57) СПОСОБ ОСУЩЕСТВЛЕНИЯ ЭНДО-  
ТЕРМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ в псевдоожиг-  
ненном слое с падением концентрации  
твердого вещества снизу вверх пу-  
тем подачи псевдоожижающего газа  
под газораспределитель, вторичного  
воздуха над газораспределителем,  
топлива между точками ввода псевдо-  
ожижающего газа и вторичного возду-  
ха, твердого материала в нижнюю  
часть первого псевдоожиженного слоя  
и вывода твердого продукта реакции  
из верхней части первого псевдоожи-

женного слоя с последующим отделе-  
нием твердого продукта и возврата  
одной части его в псевдоожиженный  
слой и охлаждением, о т л и ч а ю-  
щ и й с я тем, что, с целью повы-  
шения эффективности и экономичнос-  
ти процесса, отделенный из первого  
псевдоожиженного слоя твердый ма-  
териал подвергают дополнительной об-  
работке путем псевдоожижения во  
втором псевдоожиженном слое до пол-  
ного превращения при скорости по-  
даваемого псевдоожижающего газа  
0,1-0,3 м/с, при этом количество  
твердого вещества в зоне между точ-  
кой подачи псевдоожижающего газа  
и точкой ввода вторичного воздуха в  
первом псевдоожижающем слое поддер-  
живают 2,0-20 об.%, а в зоне выше  
точки ввода вторичного воздуха 0,2-  
2 об.% при времени выдержки твер-  
дого материала в первом псевдоожи-  
женном слое 10-30 мин и во втором  
псевдоожиженном слое при времени,  
2-10-кратном времени выдержки в  
первом псевдоожиженном слое.

19 SU (11) 1109041 A

Изобретение относится к способу осуществления эндотермических процессов в псевдоожиженном состоянии при сильно разрыхленном псевдоожиженном слое и может быть использовано для обезвоживания кристаллических неорганических соединений, например гидроокиси магния, железа или алюминия, обжига, например, известняка, доломита, раскисления цемента, расщепления сернокислого железа или сернокислого магния (может оказаться целесообразным расщепление в слабовосстанавливающей атмосфере), для осуществления высокотемпературных металлургических процессов, например, окисления ильменита, восстановления с большой длительностью конечного восстановления.

Наиболее близким к предлагаемому является способ осуществления эндотермических процессов в псевдоожиженном слое с падением концентрации твердого вещества снизу вверх путем подачи псевдоожижающего газа под газораспределитель, вторичного газа над газораспределителем, топлива между точками ввода псевдоожижающего газа и вторичного воздуха, твердого материала в нижнюю часть первого псевдоожиженного слоя и вывода твердого продукта реакции из верхней части псевдоожиженного слоя с последующим отделением твердого продукта и возврата его в псевдоожиженный слой [1].

Недостатком известного способа является невозможность обеспечения минимальной длительности пребывания частиц в реакторе без потери давления по высоте.

Цель изобретения - повышение эффективности и экономичности процесса.

Для достижения поставленной цели согласно способу осуществления эндотермических процессов в псевдоожиженном слое с падением концентрации твердого вещества снизу вверх путем подачи псевдоожижающего газа под газораспределитель, вторичного воздуха над газораспределителем, топлива между точками ввода псевдоожижающего газа и вторичного воздуха, твердого материала в нижнюю часть первого псевдоожиженного слоя и вывода твердого продукта реакции из верхней части первого псевдоожиженного слоя

с последующим отделением твердого продукта и возврата одной части его в первый псевдоожиженный слой и охлаждением, отделенный из первого псевдоожиженного слоя твердый материал подвергают дополнительной обработке путем псевдоожижения во втором псевдоожиженном слое до полного превращения при скорости подаваемого псевдоожиженного газа 0,1-0,3 м/с, при этом количество твердого вещества в зоне между точкой подачи псевдоожижающего газа и точкой ввода вторичного воздуха в первом псевдоожижающем слое поддерживают 2,0-20 об.%, а в зонах выше точки ввода вторичного воздуха 0,2-2 об.% при времени выдержки твердого материала в первом псевдоожиженном слое 10-30 мин и во втором псевдоожиженном слое при времени, 2-10-кратном времени выдержки в первом псевдоожиженном слое.

На фиг.1 представлена схема реактора с псевдоожиженным слоем и приемного реактора; на фиг.2 - технологическая схема реализации способа с охлаждением отходящих газов и твердого вещества; на фиг.3 - технологическая схема реализации процессов, осуществляемых в восстановительной атмосфере.

На фиг.1 показан реактор 1 с псевдоожиженным слоем, в который необходимый для псевдоожижения газ поступает по трубопроводу 2, а свежий или уже подогретый материал подается по трубопроводу 3. Вторичный воздух поступает по вторичному воздухопроводу 4, топливо подводится по трубопроводу 5. Твердый материал, выносимый из реактора 1, отделяется в верхней зоне приемного реактора 6 от газа и поступает в нижнюю зону, незначительно псевдоожиженную газом, подводимым по трубопроводу 7. Регулируемый возврат твердого вещества в реактор с псевдоожиженным слоем осуществляется по трубопроводу 8, а вывод твердого материала производится через выпускное отверстие 9. Подача топлива при необходимости дополнительного подогрева приемного реактора 6 происходит по трубопроводу 10.

Свежий твердый материал подается дозатором 11 (фиг.2) в систему обменников для взвешенного материала, в которую вводятся отходящие газы

реактора 1 с псевдоожженным слоем. Сначала материал попадает во второй (в направлении потока газа) обменник 12, затем выносится и в силу высокой скорости газов попадает в сепараторы 13 и 14, где отделяется от газа и направляется в первый (по ходу газа) обменник 15. После повторного выноса по трубопроводу 16 и отделения от газа в сепараторе 17 он попадает по трубопроводу 3 в реактор с псевдоожженным слоем. Газ, выходящий из сепаратора для твердых частиц 14, поступает по трубопроводу 18 в систему очистки (не показана).

Попавшая в реактор 1 с псевдоожженным слоем, твердый материал в зоне, находящейся между обеспечивающим псевдоожжение, подаваемым по трубопроводу 2 воздухом и местом подачи вторичного воздуха, становится суспензией с относительно высокой плотностью. Выше ввода вторичного воздухопровода 4 плотность суспензии меньше. Вынесенный газами твердый материал осаждается в приемном реакторе 6 и в результате подачи по трубопроводу 7 газа с малой скоростью пребывает в легком завихренном состоянии. По трубопроводу 8 в реактор 1 под контролем возвращается часть потока твердого материала. Другая часть потока твердого материала отводится через выпускное отверстие 9 по газопроводу 19 и циклону 20 в вихревой холодильник 21, который состоит из охлаждающих камер 22-25 с погруженными в них холодильными трубами 26. Подводимый по трубопроводу 19 воздух для псевдоожжения накапливается в трубопроводе 19, очищается в циклоне 20 от твердых частиц и направляется в качестве вторичного воздуха по трубопроводу 4 в реактор 1. Поступивший через трубы 26 псевдоожжающий воздух отводится по трубопроводу 2 в реактор 1. Твердый материал после того, как подвергнется непрямому охлаждению в двух охлаждаемых водой холодильных камерах 27 и 28, поступает в трубопровод 29.

Другой вариант реализации изобретения предусматривает присоединение части выпускаемого из циклона 20 воздуха к выходящему из приемного реактора 6 газу для использования

его, например, для дожигания восстанавливающих компонентов. Часть осажденного в сепараторах твердого материала может направляться в обвод первого по направлению газа обменника 15 непосредственно по трубопроводу 30 в реактор 1 с псевдоожженным слоем.

Специально предусмотренное для восстановительных процессов устройство (фиг.3) имеет иной вихревой холодильник. В отличие от холодильника, показанного на фиг.2, здесь имеется только одна охлаждающая камера. Охлаждающий эжектор 31 обеспечивает подогрев воздуха, направляемого в реактор 1 с целью образования псевдоожженного слоя. Для образования пара предусмотрен заполненный водой эжектор 32.

При осуществлении восстановительных процессов, в которых необходимо предотвратить возможность вторичного окисления полученного продукта, можно взамен вихревого холодильника 21 применить непосредственно охлаждаемый водой циклонный холодильник барабанного типа с прямым и/или с прямым охлаждением.

В другой показанной на фиг.3 модификации технологической схемы холодный воздух подается не по трубопроводу 33, как на фиг.2, а по обособленному трубопроводу 34.

Пример 1 (см.фиг.2). Сушка и прокаливание влажной после фильтра гидроокиси алюминия.

Реакция осуществляется в реакторе 1 с внутренним диаметром 2,15 м при высоте в свету 12 м. Вторичный воздух подается на отметке 2,5 м, а мазут - на отметке 0,4 м над газораспределителем.

Внутренний диаметр нижней части приемного реактора 6, находящейся под возвратным трубопроводом 8, равен 1,6 м при высоте в свету 7 м.

Вихревой холодильник 21 имеет 6 камер, из которых четыре (22-25) охлаждаются только воздухом, а две камеры (27 и 28) имеют прямое водяное охлаждение.

Дозатор 11 подает в обменник 12 влажную после фильтра гидроокиси алюминия (12% влаги) со скоростью 18,2 т/ч. Температура газа, поступающего из сепаратора 17 твердого вещества, составляет 400°C. Суспен-

зия газ/твердое вещество поступает в сепараторы 13 и 14 при 130°C. Отходящий газ отводится по трубопроводу 18. Твердое вещество направляется по трубопроводу 35 в обменник 15 со взвешенным состоянием материала. Здесь в результате смешивания с поступающим из приемного реактора газом с температурой 1100°C устанавливается температура 400°C. Суспензия с такой температурой поступает по трубопроводу 16 в сепаратор 17 и из него по трубопроводу 3 в реактор 1 с псевдоожженным слоем. Количество твердого вещества на данной стадии 11,5 т/ч, потери от прокаливания 10%.

В реактор 1 с псевдоожженным слоем над газораспределительным днищем подается 3600  $\text{м}^3/\text{ч}$  воздуха для псевдоожжения и 7100  $\text{м}^3/\text{ч}$  вторичного воздуха, подогретого в вихревом холодильнике до 620 и 700°C соответственно. Вместе с тем по трубопроводу 5 подается 860  $\text{кг}/\text{ч}$  тяжелого мазута. Двухстадийное сжигание обеспечивает достижение 1100°C.

Плотность суспензии составляет около 250  $\text{кг}/\text{м}^3$  для зоны, находящейся между газораспределительным днищем и вторичным воздухопроводом 4, и около 20  $\text{кг}/\text{м}^3$  выше вторичного воздухопровода 4. Полученная скорость газа (для пустого реактора) составляет здесь около 5 м/с.

Вносимые из реактора 1 вместе с газом твердые частицы выпадают в верхней части приемного реактора 6 и накапливаются в его нижней части. Псевдоожженный слой в приемном реакторе 6 создается вводом 180  $\text{м}^3/\text{ч}$  неподогретого воздуха.

Через выпускное отверстие 9 ежедневно выпускается 10,2 т окиси алюминия с температурой 1100°C, направляемой по трубопроводу 19 и циклону 20 в вихревой холодильник 21, в который подается для образования псевдоожженного слоя 7100  $\text{м}^3/\text{ч}$  воздуха, нагреваемого до 700°C. Воздух, направляемый в охлаждающий змеевик 31 со скоростью 3600  $\text{м}^3/\text{ч}$ , нагревается до 620°C. В холодильных камерах 27 и 28 происходит, кроме того, охлаждение циркулирующей охлаждающей водой. Окись алюминия выводится по трубопроводу 35 при 80°C.

Общее время пребывания в реакторах 1 и 6 составляет 1,5 ч. Это время распределяется между реактором 1 с псевдоожженным слоем и приемным реактором 6 в отношении 1:3,3.

Полученная окись алюминия имеет следующий гранулометрический состав, %:

Более 90 мкм	12
Более 63 мкм	48
Более 44 мкм	75
Более 22 мкм	92

Пример 2 (см. фиг. 3). Прокаливание доломита до  $\text{CaO}$ ,  $\text{MO}$ .

Процесс проводится в реакторе 1 с внутренним диаметром 2 м при высоте в свету 16 м. Вторичный воздух подается на отметке 3 м, а мазут — на отметке 0,5 м выше газораспределителя.

Внутренний диаметр расположенной под возвратным трубопроводом 8 части приемного реактора 6 составляет 1,4 м при высоте в свету 5,5 м.

Вихревой холодильник 21 имеет шесть камер, из которых четыре (22-25) охлаждаются только воздухом, а две камеры (27 и 28) имеют непрямое водяное охлаждение.

Каждый час дозатор 11 подает 24 т доломита в обменник 12. Температура газа, выходящего из сепаратора 17 твердого вещества, 500°C. Суспензия газ/твердое вещество, имеющая температуру 200°C, поступает в сепараторы 13 и 14. Отходящий газ отводится по трубопроводу 18, а твердое вещество поступает по трубопроводу 35 в обменник 15. Здесь, в результате смешивания с поступающим из приемного реактора 6 газом с температурой 950°C устанавливается температура 500°C. Суспензия с такой температурой поступает по трубопроводу 16 в сепаратор 17, из которого твердое вещество поступает по трубопроводу 3 в реактор 1 с псевдоожженным слоем.

В реактор 1 поступает 4000  $\text{м}^3/\text{ч}$  воздуха для псевдоожжения и 9340  $\text{м}^3/\text{ч}$  вторичного воздуха, температура которого составляет в результате нагрева в вихревом холодильнике 22 650 и 700°C соответственно. Одновременно по трубопроводу 5 подается тяжелый мазут. Двухстадийное сжигание обеспечивает достижение температуры 950°C.

Плотность суспензии составляет около 250 кг/м<sup>3</sup> в зоне между газораспределительным днищем и вторичным воздухопроводом 4 и около 20 кг/м<sup>3</sup> выше вторичного воздухопровода 4. Получаемая при этом скорость газа составляет (для пустого реактора) около 6,9 м/с.

Вынесенные из реактора 1 вместе с газом твердые частицы выпадают в верхней части приемного реактора 6 и накапливаются в его нижней части. Псевдооживление в приемном реакторе 6 обеспечивается подачей 180 нм<sup>3</sup>/ч неподогретого воздуха. При этом достигается скорость воздуха 0,15 м/с. Средняя плотность суспензии 1000 кг/м<sup>3</sup>.

Через выпускное отверстие 9 каждый час выдается 12,6 т прокаленного материала с температурой 900°C. По газопроводу 19 и циклону 20 он поступает в вихревой холодильник 21. Псевдооживление в вихревом холодильнике 21 обеспечивается подачей 9340 нм<sup>3</sup>/ч воздуха, нагреваемого до 700°C. Пропускаемые через змеевик 31 4000 нм<sup>3</sup>/ч воздуха нагреваются до 650°C. В холодильных камерах 27 и 28 происходит также охлаждение циркулирующей охлаждающей водой. Прокаленный материал выводится через трубопровод 35 при 100°C.

Общая выдержка материала в реакторах 1 и 6 составляет 1 ч. Это время делится между реактором 1 с псевдооживленным слоем и приемным реактором 6 в отношении 1:2.

Пример 3. Восстановление гематита до магнетита.

Для осуществления этого способа применяют реактор 1 с внутренним диаметром 1 м при высоте в свету 18 м. Вторичный воздух вводится на отметке 3,0 м, мазут - на отметке 0,4 м над газораспределителем.

Внутренний диаметр части приемного реактора, находящейся ниже возвратного трубопровода 8, составляет 1 м, высота в свету 5 м.

Вихревой холодильник 2 имеет одну охлаждающую камеру 22 с заполняемым воздухом змеевиком 31 и заполняемым водой змеевиком 32.

Дозатор 11 обеспечивает подачу 20 т/ч латеритной руды следующего химического состава, %:

Fe <sub>о.д.ч.</sub>	52,6
SiO <sub>2</sub>	9
Fe <sup>2+</sup>	0,17
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	7,1

5 Потери при прокаливании

8,7

Средний диаметр частиц составляет около 80 мкм.

10 Из дозатора материал поступает в обменник 12. Выходящий из обменника газ имеет температуру 390°C. В сепараторах 13 и 14 поступает смесь газ/твердое вещество с температурой 150°C. Отходящий газ отводится по трубопроводу 18. Твердое вещество поступает по трубопроводу 36 в обменник 15 со взвешенным состоянием материала. Здесь в результате смешивания с поступающим из приемного реактора газом с температурой 750°C устанавливается температура 390°C. Суспензия с такой температурой поступает по трубопроводу 16 в сепаратор 17, из которого твердое вещество поступает по трубопроводу 3 в реактор 1 с псевдооживленным слоем. Количество твердого вещества составляет здесь с учетом потерь на прокаливание около 18,7 т/ч.

В реактор 1 кроме того непосредственно добавляется 5,8 т/ч тех же руд. Туда же подается 1223 нм<sup>3</sup>/ч воздуха для псевдооживления (над газораспределительным днищем) и 3527 нм<sup>3</sup>/ч вторичного воздуха, подогретых в вихревом холодильнике 30 до 200°C, а также 421 кг/ч тяжелого мазута. Двухстадийное сжигание с обилим избытком кислорода обеспечивает достижение температуры 750°C и получение восстановительного газа с отношением

$$\frac{CO}{CO+CO_2} = 0,2.$$

Плотность суспензии в зоне между газораспределительным днищем и вторичным воздухопроводом 4 составляет около 400 кг/см<sup>3</sup>, выше вторичного воздухопровода 4 - около 30 кг/м<sup>3</sup>. Скорость газа достигает здесь (для пустого реактора) около 0,3 м/с.

Выносимое вместе с газом из реактора 1 твердое вещество выпадает в верхней части приемного реактора 6 и накапливается в его нижней части. Для псевдооживления в приемный реактор 6 подается 140 нм<sup>3</sup>/ч неподогретого

того воздуха. По трубопроводу 10 подается 15 кг/ч мазута.

Через выпускное отверстие 9 каждый час выводится 17,66 т магнетита при 750°C. По трубопроводу 19 и через циклон 20 материал поступает в вихревой холодильник 21, куда с целью предотвращения повторного окисления магнетита подается для псевдоожижения 3527  $\text{м}^3/\text{ч}$  воздуха, нагреваемого в конечном счете до 200°C. Пропускаемый через эжевик 31 воздух (1223  $\text{м}^3/\text{ч}$ ) нагревается также до 200°C. Охлаждающий эжевик 32 обеспечивает дополнительное охлаждение водой с полутным парообразованием. Магнетит выводится по трубопроводу 35 при 200°C.

Для обеспечения последующего сжигания к восстановительному отходящему газу из приемного реактора 6 добавляется 1060  $\text{м}^3/\text{ч}$  холодного воздуха, который нагревается при последующем сжигании до 750°C. При смешивании достигается температура, аналогичная температуре газа в реакторах 1 и 6.

Суммарная выдержка материала в системе реакторов 1 и 6 составляет 0,5 ч. Это время распределяется между реактором 1 с псевдоожиженным слоем и приемным реактором 6 в отношении 1:5.

Гранулометрический состав полученного магнетита, %:

Меньше 100 мкм	100
Меньше 62,5 мкм	32

Способ по данному изобретению осуществляется в системе, состоящей в основном из реактора с псевдоожиженным слоем и приемного реактора. Отдельные стадии всей реакции распределяются в соответствии с реакционно-технологическими требованиями между обоими реакторами. Расходуемый наибольшее количество теплоты в эндотермических процессах этап подогрева частиц имеет место в реакторе с псевдоожиженным слоем (главная реакция). Достижение конечного качества продукта, для которого по сравнению с главной реакцией требуется относительно большая длительность реакции (последующая реакция), обусловленная, например, преобразованием фаз или процессом диффузии, и незначительный подвод тепла имеет место в приемном реакторе. Частицы с грануло-

метрическим составом, например, 20–300 мкм (при средней величине частиц  $d_p 50$ ) нагреваются и реагируют в силу своей высокой удельной поверхности очень быстро. Поэтому в большинстве случаев около 90% всей реакции заканчивается уже после первого выхода из реактора с псевдоожиженным слоем. Остаточная реакция протекает тогда экономичнее с большей сохранностью продукта и аппаратуры в приемном реакторе.

Способ по данному изобретению сочетает возможность интенсивного подвода тепла в реактор с псевдоожиженным слоем и плавного сжигания, достигаемого ввиду двухстадийности. При этом двухстадийное сжигание можно вести так, чтобы в целом получалось почти стехиометрическое сжигание. Такая форма сгорания целесообразна, например, в тех случаях, когда для процессов обезвоживания или сжигания требуется примерно нейтральная атмосфера печи. Если по предлагаемому способу следует осуществить восстановительный процесс, то вторичный воздух дозируют таким образом, чтобы получить более или менее интенсивную восстановительную атмосферу. Путем введения подогретого воздуха можно добиться сжигания отходящих реакционных газов до их поступления в обменник со взвешенным слоем.

Неудобства, обусловленные необходимостью выдержки, устраняются подачей отделенных от газов твердых веществ в приемный реактор, в который возвращается столько твердого материала, сколько требуется для сохранения нужной плотности суспензии в реакторе с псевдоожиженным слоем, а также при необходимости для предотвращения существенной разности температур в пределах всей системы реактор с псевдоожиженным слоем – приемный реактор.

Режим работы подбирается так, чтобы с учетом подачи свежего материала в результате возврата твердого материала из приемного реактора в реактор с псевдоожиженным слоем плотность суспензии, находящейся в зоне между колосниками и вторичным воздухопроводом, соответствовала в среднем объемному содержанию твердого вещества в реактор-

ном пространстве порядка 2-20%. При удельном весе твердого вещества 1,5 кг/л это соответствует плотности суспензии 30-300 кг/м³, а при удельном весе твердого вещества 5 кг/л - плотности суспензии 100-1000 кг/м³. Плотность суспензии выше вторичного воздухопровода следует подбирать с таким расчетом, чтобы объемная доля твердого вещества в реакторном пространстве составляла 0,2-2%. При указанном удельном весе твердого вещества это соответствует плотности 3-30 кг/м³ и 10-100 кг/м³ соответственно. При подобных условиях потерь давления в реакторе с псевдоожженным слоем составляет примерно 250-900 мм вод.ст.

При оценке условий работы числами Фруда и Архимеда получаются следующие диапазоны:

$$0,1 < \frac{Fr^2}{Ar} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g} < 10^2$$

и

$$0,1 < Ar < 100.$$

$$\text{Причем } Ar = \frac{d_k^3 \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_g)}{\nu^2 \cdot \rho_g}$$

где  $Fr$  - число Фруда;

$Ar$  - число Архимеда;

$\rho_g$  - плотность газа, кг/м³;

$\rho_s$  - плотность твердых частиц, кг/м³;

$d_k$  - диаметр сферических частиц, м;

$\nu$  - кинематическая вязкость, м²/с;

$g$  - гравитационная постоянная, м/с².

Плотность суспензии в приемном реакторе значительно выше вследствие меньшей скорости псевдоожижающего газа, служащего только для перемешивания твердых веществ. Для полного использования приемного реактора доля твердого вещества в общем объеме должна превышать 35%. С учетом названных плотностей это соответствует нижней плотности суспензии 560 и 1750 кг/м³.

При оценке числами Фруда и Архимеда получим: диапазон числа Архимеда остается таким же, как в реакторе с псевдоожженным слоем, для числа Фруда имеем

$$3/4 \cdot Fr^2 \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g} < 5 \cdot 10^{-3}$$

Соотношение размеров реактора с псевдоожженным слоем и приемного реактора определяется в основном средним суммарным временем выдержки, необходимым для обеспечения выпуска продукта определенного качества, а также удельным расходом тепла эндотермического процесса. При предопределенной плотности суспензии в реакторе с псевдоожженным слоем и при предопределенном количестве топлива в единицу времени возращание (падение) потребности в тепле создает необходимые уменьшения (увеличения) доли подводящего свежего твердого материала и повышения (уменьшения) возврата твердого материала из приемного реактора. Целесообразной является средняя выдержка твердого материала в реакторе с псевдоожженным слоем в течение 10-30 мин и 2-10-кратная от этого времени выдержка в приемном реакторе.

При определении средней выдержки в реакторе с псевдоожженным слоем учитывается количество твердого вещества, возвращаемого из приемного реактора. Средняя выдержка определяется по сумме средней плотности суспензии в обоих реакторах в расчете на количество продукта, выпускаемого за 1 ч.

Выбор необходимого количества воздуха (для псевдоожижения и вторичного воздуха), и прежде всего режим распределения обоих потоков газа и уровень подачи вторичного воздуха, обеспечивают дополнительную возможность регулирования процесса.

В другом варианте осуществления способа вторичный воздух подается на отметке, соответствующей 10-30% суммарной высоты реактора с псевдоожженным слоем. Соотношение количества подводящего в реактор с псевдоожженным слоем вторичного воздуха к используемому для псевдоожижения воздуха рекомендуется выбирать в пределах 10:1-1:1,

$$3/4 \cdot Fr^2 \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g} < 5 \cdot 10^{-3}$$

Соотношение размеров реактора с псевдоожженным слоем и приемного реактора определяются в основном средним суммарным временем выдержки, необходимым для обеспечения выпуска продукта определенного качества,



а также удельным расходом тепла эндотермического процесса. При предопределенной плотности суспензии в реакторе с псевдоожиженным слоем и при предопределенном количестве топлива в единицу времени возрастание (падение) потребности в тепле создает необходимость уменьшения (увеличения) доли подводимого свежего твердого материала и повышения (уменьшения) возврата твердого материала из приемного реактора. Целесообразной является средняя выдержка твердого материала в реакторе с псевдоожиженным слоем в течение 10-30 мин и 2-10-кратная от этого времени выдержка в приемном реакторе.

При определении средней выдержки в реакторе с псевдоожиженным слоем учитывается количество твердого вещества, возвращаемого из приемного реактора. Средняя выдержка определяется по сумме средней плотности суспензии в обоих реакторах в расчете на количество продукта, выпускаемого за 1 ч.

Выбор необходимого количества воздуха (для псевдоожижения и вторичного воздуха), и прежде всего режим распределения обоих потоков газа и уровень подачи вторичного воздуха, обеспечивают дополнительную возможность регулирования процесса.

В другом варианте осуществления способа вторичный воздух подается на отметке, соответствующей 10-30% суммарной высоты реактора с псевдоожиженным слоем. Соотношение количества подводимого в реактор с псевдоожиженным слоем вторичного воздуха к используемому для псевдоожижения воздуху рекомендуется выбирать в пределах от 10:1 до 1:1.

Ввиду незначительного возврата твердого вещества из приемного реактора (благодаря, например, незначительной потребности в тепле), с одной стороны, и необходимости относительно большой выдержки, с другой стороны, рекомендуется осуществлять подогрев в приемном реакторе путем непосредственной добавки топлива. Учитывая температуру во всей системе, циркуляция используется не для полного покрытия потребности в тепле (например, потерь на

излучение в приемном реакторе), а только для тонкого регулирования процесса.

Приемный реактор предназначен, как правило, только для обеспечения основного времени выдержки материала. Его наличие может, однако, стать причиной дополнительного воздействия на твердый материал или происходящих с твердым материалом реакций. В связи с этим можно, например, вместо воздуха использовать для псевдоожижения инертный газ и/или вводить для частичного хлорирования или фторирования хлор или фтор.

Для обеспечения высокой тепловой эффективности процесса рекомендуется осуществлять предварительный нагрев и/или обезвоживание обрабатываемого материала с помощью отработанных газов реактора с псевдоожиженным слоем (операцию рекомендуется осуществлять в обменниках во взвешенном состоянии).

Целесообразное регулирование температуры отходящих газов (в частности, при влажном исходном продукте) можно обеспечить путем частично непосредственного, частично непрямого (после отбора тепла отходящих газов) ввода эндотермически обрабатываемого материала в реактор с псевдоожиженным слоем. Надлежащее распределение потоков может обеспечить температуру, желательную для очистки отходящих газов в электрофильтре. Иногда достаточно предотвратить падение температуры ниже точки росы.

Для обеспечения высокой тепловой эффективности отводимый поток твердого материала направляется для охлаждения в вихревой холодильник, предпоследовательных холодильных камер.

Вихревой холодильник может использоваться для подогрева вторичного воздуха и/или - с помощью установленных в камерах регистров труб - для подогрева воздуха, создающего псевдоожижающий слой воздуха в реакторе с псевдоожиженным слоем и/или в приемном реакторе.

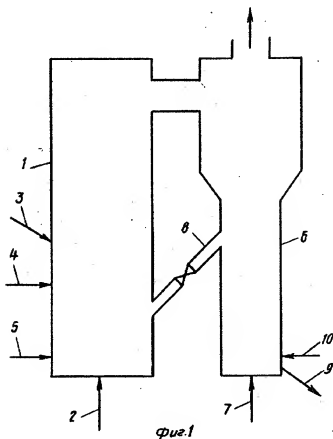
Для псевдоожижения в вихревом холодильнике, в частности при восстановительных процессах, где необходимо избежать повторного окисления продукта реакции, можно применить

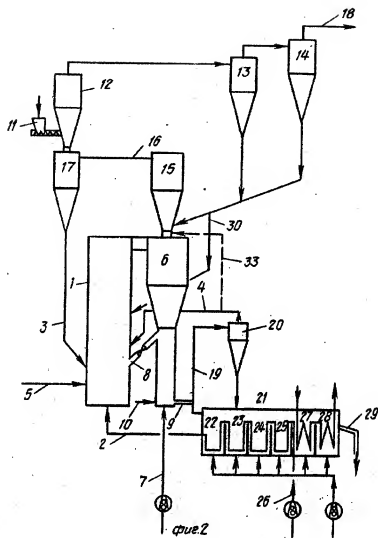
вместо воздуха инертный газ, направляемый в контур его циркуляции через теплообменник, например через Вентури мочный аппарат, где он охлаждается и при необходимости очищается. Для повышения эффекта охлаждения в вихревой холодильник можно впрыскивать воду.

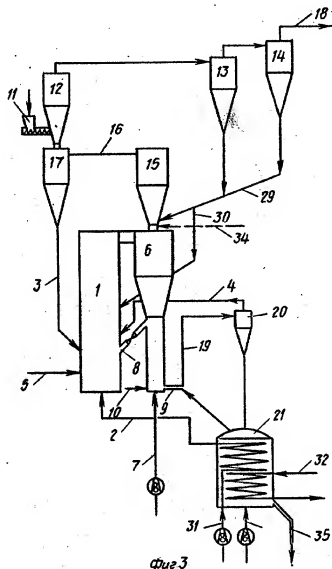
Количество подаваемого в реакторы воздуха рассчитывают так, чтобы скорость газа в реакторе с псевдооживленным слоем составляла 5-15 м/с,

предпочтительно 4-10 м/с, а скорость в приемном реакторе была 0,1-0,3 м/с (указанные данные относятся в обоих случаях к пустому реактору).

Рабочая температура в значительной мере не ограничивается и зависит от специфики осуществляемого процесса. Температура может лежать в диапазоне, нижняя граница которого определяется температурой воспламенения топлива, а верхняя составляет примерно 1500°C.







Редактор М. Циткина      Составитель Н. Кацовская  
 Техред А. Кикемезей      Корректор А. Ильин

Заказ 5890/45      Тираж 533      Подписное  
 ВНИИПИ Государственного комитета СССР  
 по делам изобретений и открытий  
 113035, Москва, Ж-35, Раушская наб., д. 4/5

Филиал ИПП "Патент", г. Ужгород, ул. Проектная, 4